

ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS

U. N. A. M.

Cálculo de una Columna de
Prebenceno

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A

JOSE GASTON GUERRERO BAUZA

MEXICO, D. F.

1962



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

A mis Padres
José Guerrero R.
y
Josefina Bauza B.

A mis hermanas
Rosa María y Josefina

A mi Familia

9179. ~~4~~
~~7~~

A mi Abuelo
Carlos Bauza A.

A mis maestros
y
amigos

S U M A R I O .

- I .- INTRODUCCION.
- II .- GENERALIDADES.
- III.- CALCULO DEL EQUIPO.
- IV .- CALCULO DEL EQUIPO AUXILIAR.
- V .- COSTOS DEL EQUIPO.
- VI .- CONCLUSIONES.
- VII.- BIBLIOGRAFIA.

I. - INTRODUCCION

Tomando en consideración el desarrollo industrial que se está llevando a cabo en la Refinería de Minatitlán Ver, y con base a la Instalación de las Nuevas Plantas Petroquímicas, se va a efectuar un estudio de una Torre de Fraccionamiento, perteneciente a la Unidad de Reformación B.T.X. planta que producirá compuestos aromáticos a partir de las gasolinas obtenidas de dicha torre.

El objeto principal de la columna de Prebenceno es aprovechar la gasolina que produce la planta prefraccionadora actual, efectuando un corte entre las fracciones C₅-C₆ obteniéndose por la parte superior de la Torre (Domo) gasolina de composición iC₅-iC₆ y por el fondo la fracción C₆-C₉ llamada gasolina de destilación primaria o directa, la cual será de gran importancia ya que formará la materia prima en el proceso de la Reformación Catalítica (Platforming).

II. - GENERALIDADES .

DESCRIPCION DEL PROCESO Y TRANSFORMACIONES QUE SUFRE EL CRUDO HASTA LLEGAR A LA TORRE DE PREBENCENO.

En Ciudad Pemex se puso en operación una planta de Absorción en la cual los productos aquí recuperados y el crudo proveniente del Campo José Colomo son bombeados a ésta Refinería, recibiendo en un tanque de balance, de éste se bombea el crudo a la Planta Estabilizadora, entrando aquí primeramente a la Torre DC₄ (Debutanizadora) en donde sufre una separación, obteniéndose por la parte superior (domo) vapores formados por una mezcla de C₃, iC₄, nC₄, los cuales son condensados, el condensado entra a un acumulador vertical, del cual una parte se regresa como reflujo al domo y la otra forma la carga que entra a la torre DC₃ (depropanizadora); cuando la DC₃ no se encuentra en operación este producto conocido como gas Pemex es bombeado a tanques de almacenamiento y vendido como tal.

Del fondo de la DC₄ sale el crudo estabilizado, el cual tiene un alto contenido de gasolina. Esta corriente se divide en dos, una se recircula al fondo, pasándola a un calentador a fuego directo, con el objeto de mantener la temperatura del fondo de la torre, la otra se envía a la Planta Prefraccionadora.

La carga a la DC₃ se bombea a través de un recalentador de vapor y entra a ella, en la cual son separados por el domo el C₃ y por el fondo la mezcla de iC₄ y nC₄. La corriente del domo se condensa y pasa al acumulador, en donde una parte se refluja y la otra se bombea a tanques de almacenamiento. El fondo de la torre DC₃ forma la carga de la torre D₁C₄ en ---

son separados el iC_4 por el domo y el nC_4 por el fondo.

El crudo estabilizado de la DC_4 entra a la torre prefraccionadora en donde se separa por el domo la gasolina estabilizada la cual contiene fracciones de C_5 a C_9 y por el fondo se obtiene el crudo llamado despuntado que es reprocesado en unidades de destilación primaria.

Actualmente la gasolina estabilizada se bombea a tanques de almacenamiento y así vendida como producto terminado o también usada para preparar mezclas con otras gasolinas de esta refinería para mejorar su calidad.

En el Diagrama de flujo Correspondiente se puede ver la descripción del proceso dado.

A continuación se da una tabla en donde se pueden ver algunas características de la gasolina de la prefraccionadora.

CARACTERISTICAS DE LA GASOLINA DE LA PREFRACCIONADORA

- 1.- Alto índice de octano base.
- 2.- Alta susceptibilidad al tetraetilo de plomo.
- 3.- Bajo contenido de azufre.

CUADRO COMPARATIVO DE LAS GASOLINAS DE LA REFINERIA.

PRODUCCION ACTUAL:	GASOLINA PRIMARIA	GASOLINA T.C.C.	GASOLINA DE LA POLIMERIZADORA	GASOLINA DE LA PREFRACCIONADORA
INDICE DE OCTANO FASE	55	89.3	96	63
SUSCEPT. AL TEL.				
BASE 4 3 ml TEL/GAL	74	94.3	96	82
" " 3.4 "	76	95.3	96	84
" " 3.5 "	77	96.3	96	85

Ahora bién, la gasolina de la prefraccionadora debido a que contiene hidrocarburos de base nafténica y aromática en cantidades apreciables y por supuesto también tiene parafinas--

ver la tabla I. Así la gasolina del domo de la prefraccionadora se usará como carga a la torre de Prebenceno en la cual se obtendrán fracciones de iC_5 , nC_5 , iC_6 por el domo y por el fondo la fracción C_6-C_9 que formará la carga en el sistema de reformación catalítica para la obtención de aromáticos.

Cabe también señalar que el producto del domo de la torre de prebenceno será de buen octanaje y podrá usarse como producto terminado o bien en la preparación de mezclas con otras gasolinas.

IMPORTANCIA QUE TIENEN ESTOS TIPOS DE GASOLINAS EN LA RECUPERACION DE AROMATICOS. -- La recuperación de aromáticos a partir del petróleo ha tenido un gran desarrollo en los últimos 10 años, como se sabe, antes a 1950 los aromáticos eran obtenidos de destilaciones de coke, ahora el petróleo ocupa un primer plano como su fuente de obtención, así por la recuperación de aromáticos de reformados las refinerías han diversificado sus operaciones en el campo Petroquímico, ya que los productos obtenidos se venden a la industria de pinturas como solventes y a otras muchas industrias las cuales los utilizan como materia prima para la obtención de numerosos productos.

DERIVACION DEL CRUDO. -- En la actualidad prácticamente todos los aromáticos están siendo recuperados del petróleo contenido en las naftas o gasolinas de destilación primaria, material que normalmente tiene un punto inicial de ebullición de $150^{\circ}F$ y un final alrededor de $400^{\circ}F$.

La Aromaticidad de este tipo de gasolinas está sujeta al tipo de crudo de que se trate y varía entre 20 y 5%. Aunque el contenido de aromáticos en estas gasolinas pueda clasificarse de acuerdo a las diferentes localizaciones geográficas.

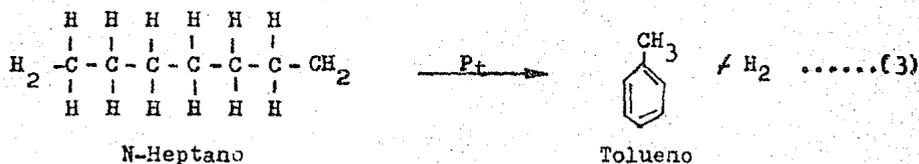
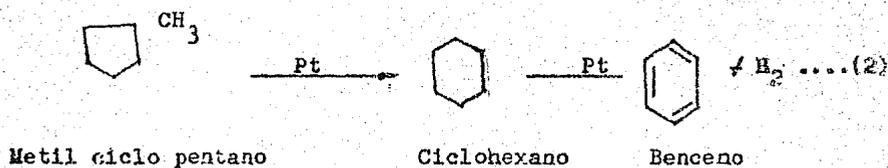
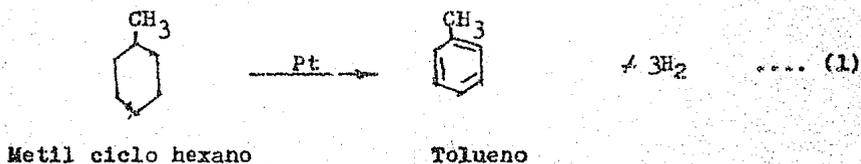
Cas, existen grandes diferencias a éste respecto ya que las composiciones en crudos producidos en la misma área y aún en el mismo pozo pero a diferentes niveles, es muy variable.

En la Tabla I Se dan dos análisis comparativos de gasolinas de destilación directa del crudo que se usará aquí y de un crudo de Texas. Se podrá observar de la misma que las cantidades representadas por los aromáticos en volúmen por ciento es muy pequeña.

El primer paso en el proceso de la Reformación (Nueva Planta E.T.X.) es pues la Destilación de la gasolina prefracionada para la obtención de la Fracción C₆-C₉.

Se encontró que por Dehidrogenación de estas gasolinas (Reformación) se aumentaba grandemente el octanaje.

REACCIONES TÍPICAS DE REFORMACION.-



Las condiciones de operación de Reformación son otra variable importante en la producción de aromáticos, aunque el hecho de este estudio no es discutir con detalle esta operación, es importante hacer notar que es más fácil convertir los hidrocarburos del tipo nafteno a aromáticos que los de tipo parafínico, aunque la Dehidrociclización de las parafinas ocurre también durante el Reformado(3)

El hidrocarburo nafténico más difícil de convertir es el metilciclopentano el cual no solo tiene que ser Deshidrogenado sino también isomerizado para producir benceno(2)

La Deshidrogenación de Naftenos(1) ocurre muy rápidamente, lo mismo sucede con la isomerización de las parafinas.....(3).

Una parafina de C_6 no formará el ciclo nafténico bajo condiciones normales de Reformación, sin embargo es importante notar que cuando aumenta el peso molecular de las parafinas la ciclización comienza a ser de importancia. Por ejemplo la razón a la cual una parafina de C_{10} formará el ciclo nafténico es 5 veces mayor que el de una parafina de C_7 a formar su ciclo.

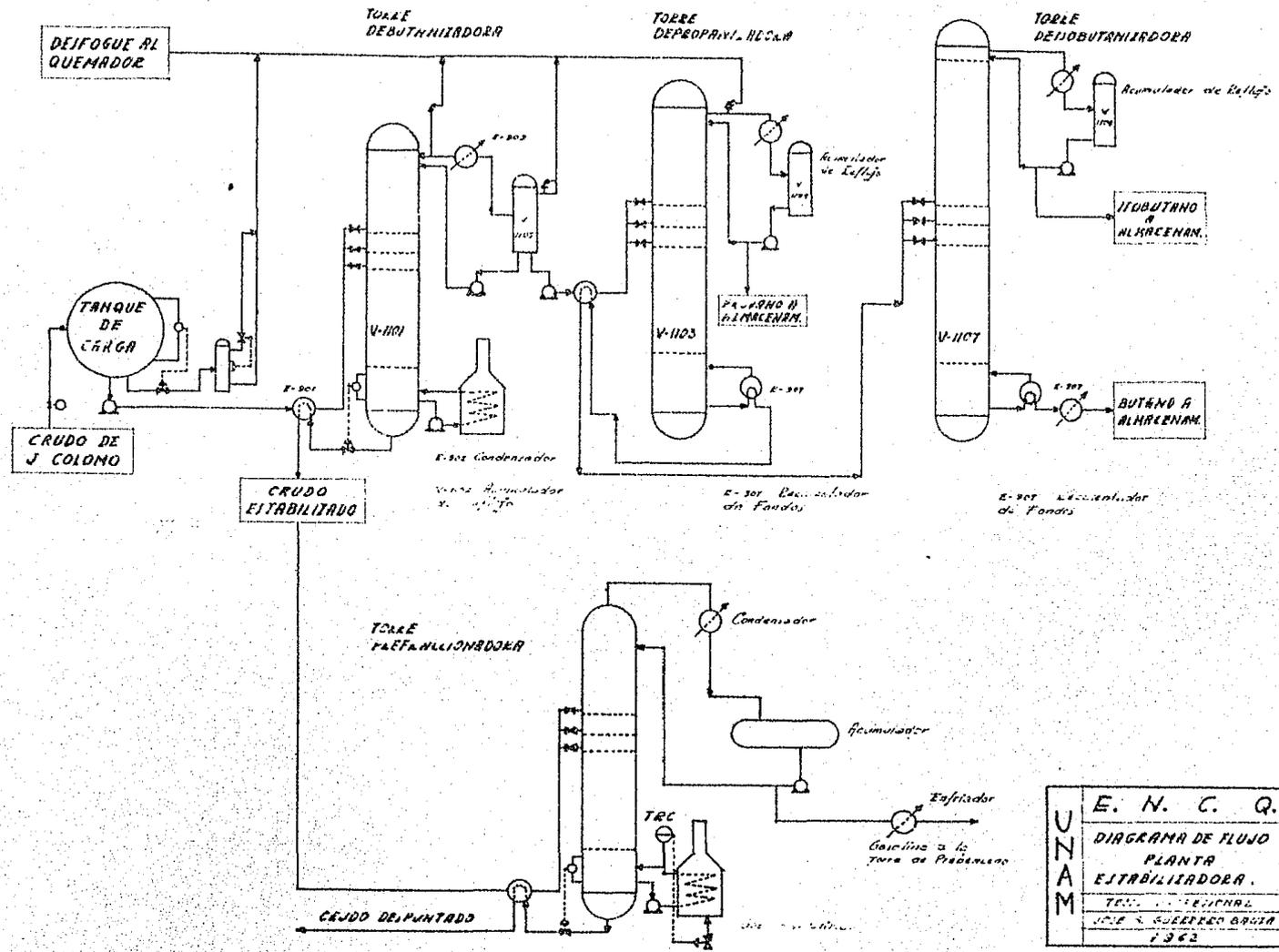
En suma a la producción de aromáticos obtenidos a partir de las gasolinas de destilación directa, hay otras fuentes potenciales normalmente encontradas en una Refinería, por ejemplo tenemos a las gasolinas producidas en las operaciones de Cracking Térmico y Catalítico, contienen no solamente cantidades apreciables de aromáticos sino también de hidrocarburos nafténicos, pero debido al alto contenido de olefinas su extracción sería más difícil y habría primero que hidrogenarlas y luego vendería el proceso de Reformación de la gasolina crakeada y resultando mucho más costoso el proceso.

En este estudio se obtendrán los aromáticos a partir del fondo de la columna de PREBENCENO.

T A B L A I

AROMATICOS CONTENIDOS EN GASOLINAS DE DESTILACION DIRECTA

	JOSE COLOMO	TEXAS
COMPONENTE	%VOL.	%VOL.
P.I. EB. 149 OF	4.00	2.90
C _{6P}	12.00	4.29
METILCICLOPENTANO	5.80	1.48
CICLOHEXANO	6.65	2.15
BENCENO	2.07	0.70
C _{7P}	16.90	15.94
C _{7N}	15.20	17.27
C _{7A}	5.43	2.35
C _{8P}	16.40	10.09
C _{8N}	10.00	14.06
C _{8A}	2.55	4.57
C ₉ /	2.01	24.20
TOTAL	100.00	100.00



M Z U	E. N. C. Q.
	DIAGRAMA DE FLUJO
	PLANTA
	ESTABILIZADORA.
	TEC. REGIONAL
JOSÉ S. GUERRERO BARRA	
1962	

ANALISIS DE LOS FACTORES DEL PROYECTO

De acuerdo a las producciones actuales y a las calculadas para los siguientes años, de los crudos producidos en los campos José Colomo y La Venta de Ciudad Pemex, tenemos la tabla No I correspondiente a los balances de material de dichos crudos y de la cual se escogerán los datos correspondientes a la producción máxima o sea los datos para 1968 .

TABLA Nº I

BALANCE DE MATERIAL DE LOS CRUDOS : LA VENTA - J. COLOMO

<u>COMPONENTE</u>	<u>LA VENTA-COLOMO</u>	<u>LA VENTA-COLOMO</u>	<u>LA VENTA-COLOMO</u>
	<u>1963</u>	<u>1964</u>	<u>1968</u>
C ₂	230	285	310
C ₃	8701	10753	11630
1C ₄	3494	4168	4580
nC ₄	4385	5336	5810
Subtotal	16810	20542	22630
FONDOS DC ₄			
1C ₅	1834	2115	2352
nC ₅	1065	1246	1379
C ₆	3203	3590	4048
C ₇	14224	14699	16301
Subtotal	20326	21650	24030
TOTAL	37136	42192	46410

Datos dados en Barriles/Día.

Los fondos de la Torre DC₄ de la planta Estabilizadora forman la carga que va a entrar a la torre prefraccionadora y se tiene que para una producción de 24080 B/D la Tabla N^o II que es el balance de materia de la prefraccionadora y que nos sirve ya que del domo de ésta encontramos la capacidad con la que vamos a trabajar para efectuar los cálculos de la torre de Prebenceno.

TABLA N^o II

BALANCE DE MATERIAL DE LA GASOLINA DE LA PREFRACCIONADORA

<u>COMPONENTE</u>	<u>CARGA A LA PREFRAC.</u>	<u>DOMO DE LA PREFRAC.</u>	<u>FONDO DE LA PREFRAC.</u>
1C ₅	2350	2350	_____
nC ₅	1380	1380	_____
1C ₆	1140	1140	_____
nC ₆	1510	1510	_____
MCP	560	560	_____
CH	640	640	_____
B	200	200	_____
C _{7p}	1635	1635	_____
C _{7n}	1475	1475	_____
C _{7a}	525	525	_____
C _{8p}	1590	1580	10
C _{8n}	975	965	10
C _{8a}	250	245	5
C _{9p}	2355	85	2270
C _{9n}	1955	85	1870
C _{9a}	1075	30	1045
390 ^o F ₄	4465	_____	4465
TOTAL	24080	14405	9675

De los datos de la Tabla N^o II se tienen 14,405 B/D producidos en el domo de la Prefraccionadora, mismos que formarán la carga a la torre de Prebenceno. En la Tabla III se muestra el balance de material de la torre de Prebenceno cuyos datos fueron tomados de estudios efectuados por la UOP.

<u>COMPONENTES</u>	<u>CARGA</u>	<u>DOMO</u>	<u>FONDO</u>	<u>CARGA</u>	<u>DOMO</u>	<u>FONDO</u>
	B/D	B/D	B/D	% Vol	% vol	% Vol
1C ₅	2350	2350	_____	16.30	49.50	_____
nC ₅	1380	1380	_____	9.62	29.10	_____
1C ₆	1140	770	370	7.90	16.2	3.85
nC ₆	1510	250	1260	10.50	5.2	13.10
MCP	560	_____	560	3.90	_____	5.80
CH	640	_____	640	4.45	_____	6.62
B	200	_____	200	1.39	_____	2.07
C _{7p}	1635	_____	1635	11.30	_____	16.90
C _{7n}	1475	_____	1475	11.00	_____	15.20
C _{7a}	525	_____	525	3.65	_____	5.43
C _{8p}	1580	_____	1580	11.10	_____	16.40
C _{8n}	965	_____	965	6.70	_____	10.00
C _{8a}	245	_____	245	1.70	_____	2.75
C _{9p}	85	_____	85	0.59	_____	0.88
C _{9n}	85	_____	85	0.59	_____	0.88
C _{9a}	30	_____	30	0.21	_____	0.31
TOT.	14405	4750	9655	100.00	100.00	100.00

p parafínicos.

MCP Metilciclopentano.

n nafténicos.

CH Ciclohexano.

a aromáticos.

B Benceno.

TABLA III (CONTINUACION)

COMP.	P.M.	EDET. 60/60	C A R G A			D O M O			F O N D O		
			lbs/hr.	mols/hr	%mol	lbs/hr.	mols/hr	%mol	lbs/hr.	mols/hr	%mol
1C5	72.0	0.625	21400	298.0	18.00	21400	297	50.6	-----	-----	-----
nC5	72.0	0.631	12700	176.0	10.60	12700	177	30.0	-----	-----	-----
1C6	86.1	0.645	10700	125.0	7.60	7250	84	14.3	3500	40.7	3.84
nC6	86.1	0.664	14600	170.0	10.30	2430	28	4.8	12300	143.0	13.40
MCP	84.0	0.754	6180	73.5	4.45	-----	-----	-----	6180	73.5	6.90
CH	84.0	0.778	7250	86.5	5.22	-----	-----	-----	7250	86.5	8.15
B	78.0	0.844	2470	31.5	1.90	-----	-----	-----	2470	31.5	2.95
C7p	100.1	0.687	16300	163.0	9.85	-----	-----	-----	16300	163.0	15.30
C7n	98.0	0.770	16500	169.0	10.31	-----	-----	-----	16500	169.0	15.90
C7a	92.0	0.872	6700	73.0	4.30	-----	-----	-----	6700	73.0	6.90
C8p	114.0	0.706	16200	142.0	8.60	-----	-----	-----	16200	142.0	13.40
C8n	112.0	0.780	11000	98.5	5.95	-----	-----	-----	11000	98.5	9.25
C8a	106.0	0.885	3150	29.7	1.80	-----	-----	-----	3150	29.7	2.80
C9p	128.0	0.720	890	6.9	0.42	-----	-----	-----	890	6.95	0.65
C9n	126.0	0.801	990	7.90	0.47	-----	-----	-----	990	7.90	0.74
C9a	120.0	0.885	389	3.24	0.196	-----	-----	-----	389	3.24	0.30
TOT.			147419	1653.79	99.97	43880	586	99.7	103539	1068.19	100.00

II.- CALCULO DEL EQUIPO

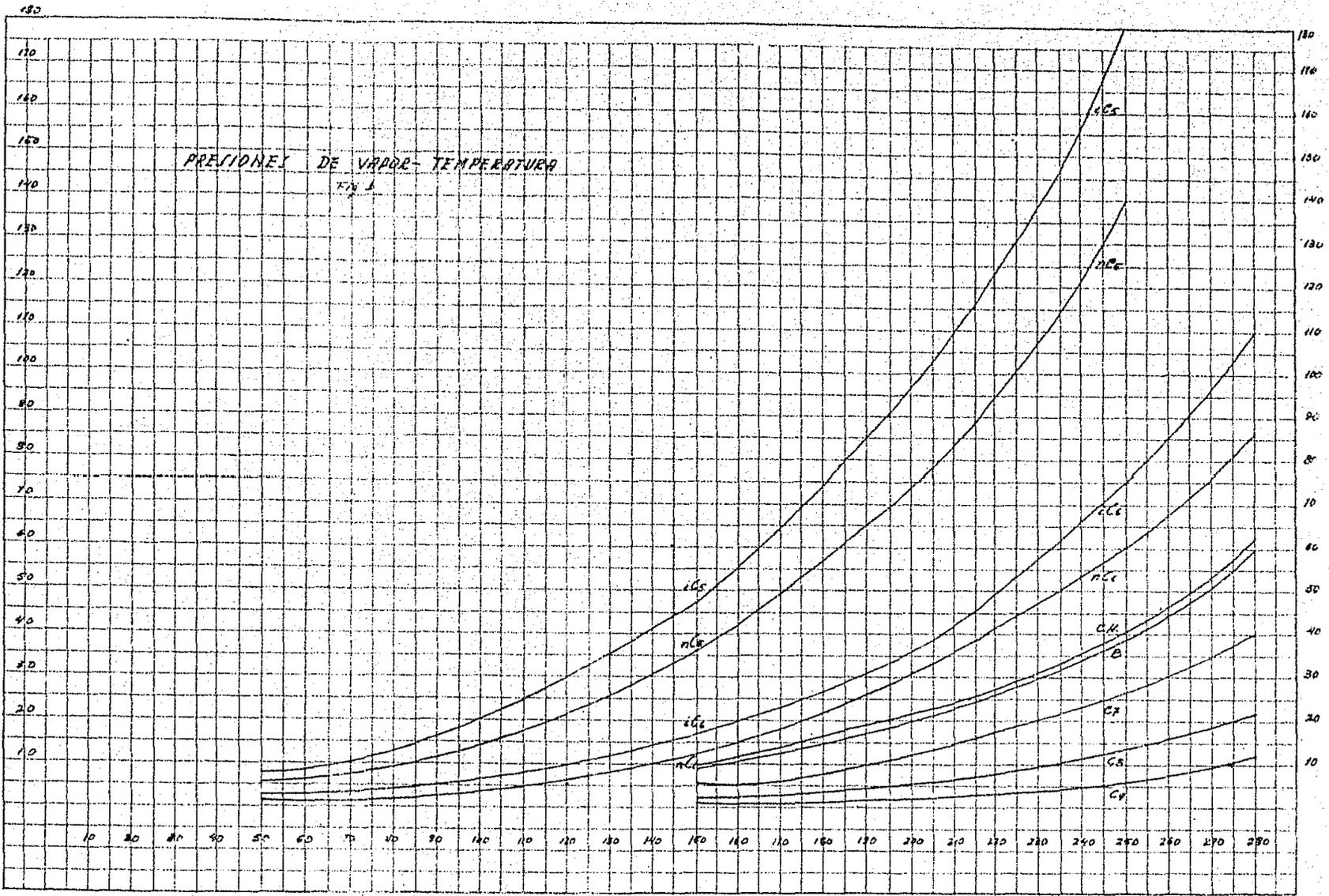
CONDICIONES TERMINALES PARA CALCULAR EL NUMERO DE PLATOS IDEALES DE LA COLUMNA POR EL METODO GRAFICO DE MCCABE - THIELE.

Considerando un comportamiento binario de la mezcla y tomando como base la separación entre los componentes claves C_5 - C_6 y suponiendo que la mezcla sigue la Ley de Raoult se construyen los diagramas de puntos de ebullición y equilibrio a partir de los datos de las presiones de vapor dados en la figura 1. La presión de trabajo de la Torre es conocida (datos de diseño):

$$P_t = 25 \text{ psig} = 39.7 \text{ psia} = \text{presión total.}$$

	<u>PRESION DE VAPOR</u>	
	<u>PSIA</u>	
$t^{\circ}\text{F}$	C_5	C_6
157	40	15.0
160	42	15.5
165	45	17.0
170	49	19.0
175	53	20.0
180	57	22.0
185	61	24.0
190	65	26.0
195	69	28.0
200	74	30.0
205	78	33.0
210	83	35.0
215	88	38.0
218	92	40.0

P. PSIA →



T °F →

Con estos datos y aplicando las leyes de Raoult y Dalton se encuentran las concentraciones o fracciones mol del componente más volátil en el líquido y en el vapor y a partir de ésta tabla IV se construye la curva de equilibrio dada en la figura 2.

ECUACIONES:

y_A = Fracción mol del nC_5 en el vapor.

x_A = Fracción mol del nC_5 en el líquido.

$$P_A x_A + P_B (1 - x_A) = P_t$$

$$y_A = \frac{P_A}{P_t} x_A \quad \text{Raoult-Dalton}$$

TABLA IV

t ^o F	FRACCION MOL DEL C_5	
	x_A liq.	y_A vap.
160	0.925	0.970
165	0.820	0.920
170	0.700	0.840
175	0.610	0.810
180	0.515	0.730
185	0.430	0.655
190	0.360	0.585
195	0.293	0.505
200	0.226	0.420
205	0.155	0.302
210	0.104	0.216
215	0.040	0.088

DATOS REQUERIDOS PARA EL BALANCE DE MATERIAL.

CARGA

%MOL

C₅ 28.6

C_{6f} 71.4

Se necesita un producto que en el domo tenga una pureza de 99 % de C₅ y en el fondo un producto de una pureza de 90 % de C_{6f}.

F = 147,419 lbs/hr. Alimentación a la torre (Tabla II)

28,6 % en peso de C₅

71,4 % en peso de C_{6f}

C₅ Producto del domo que se requiere con 99 % de pureza.

C₆ Producto del fondo que se necesita con 90 % de pureza.

F = Alimentación.

x_F = Fracción mol de la alimentación.

x_B = Fracción mol del líquido en el fondo.

x_D = Fracción mol en el domo.

D = Mols/hr de producto del domo.

B = Mols/hr del fondo.

$$x_F = \frac{\frac{28.6}{72.0}}{\frac{28.6}{72.0} + \frac{71.4}{100.0}} = \frac{0.40}{0.40 + 0.714} = 0.364$$

$$x_D = \frac{\frac{99}{72}}{\frac{99}{72} + \frac{1}{100}} = \frac{1.38}{1.39} = 0.99$$

$$x_B = \frac{\frac{1}{72}}{\frac{1}{72} + \frac{90}{100}} = \frac{0.014}{0.914} = 0.0154$$

P.M. $C_{6f} = 100$ = Suma de los pesos moleculares por su fracción mol (tabla III).

$$P.M. \text{ prom.} = \frac{100}{\frac{28.6}{72.0} + \frac{21.4}{100.0}} = 88$$

$$F = \frac{147,419}{88} = 1653 \text{ mols/hr.}$$

$$D = \frac{0.364 - 0.0154}{0.990 - 0.0154} 1653 = 586 \text{ mols/hr.}$$

$$B = 1653 - 586 = 1067 \text{ mols/hr.}$$

Para encontrar la intersección con el eje de las y (o sea la línea de operación de la sección de rectificación) se aplica la siguiente ecuación:

$$y = \frac{x_D}{R_D + 1}$$

$R_D = \text{Relación de reflujo.}$

Para encontrar el valor de R_D se hacen las siguientes consideraciones: Si se usara un reflujo infinito se obtendría un número mínimo de platos en la Torre, pero no se obtendrían productos del fondo y domo; a reflujo mínimo (R_{Dm}) se obtiene un número infinito de platos, para encontrar el reflujo mínimo se aplica la siguiente ecuación:

$$R_{Dm} = \frac{x_D - y'}{y' - x'}$$

en donde x' y y' son las coordenadas de la intersección de las líneas de operación con la curva de equilibrio, datos conocidos ya que la alimentación entra en su punto inicial de ebullición (200°F).

De la figura 2 se tiene:

$$y' = 0.59$$

$$x' = 0.36$$

$$R_{Dm} = \frac{0.99 - 0.59}{0.59 - 0.36} = 1.74$$

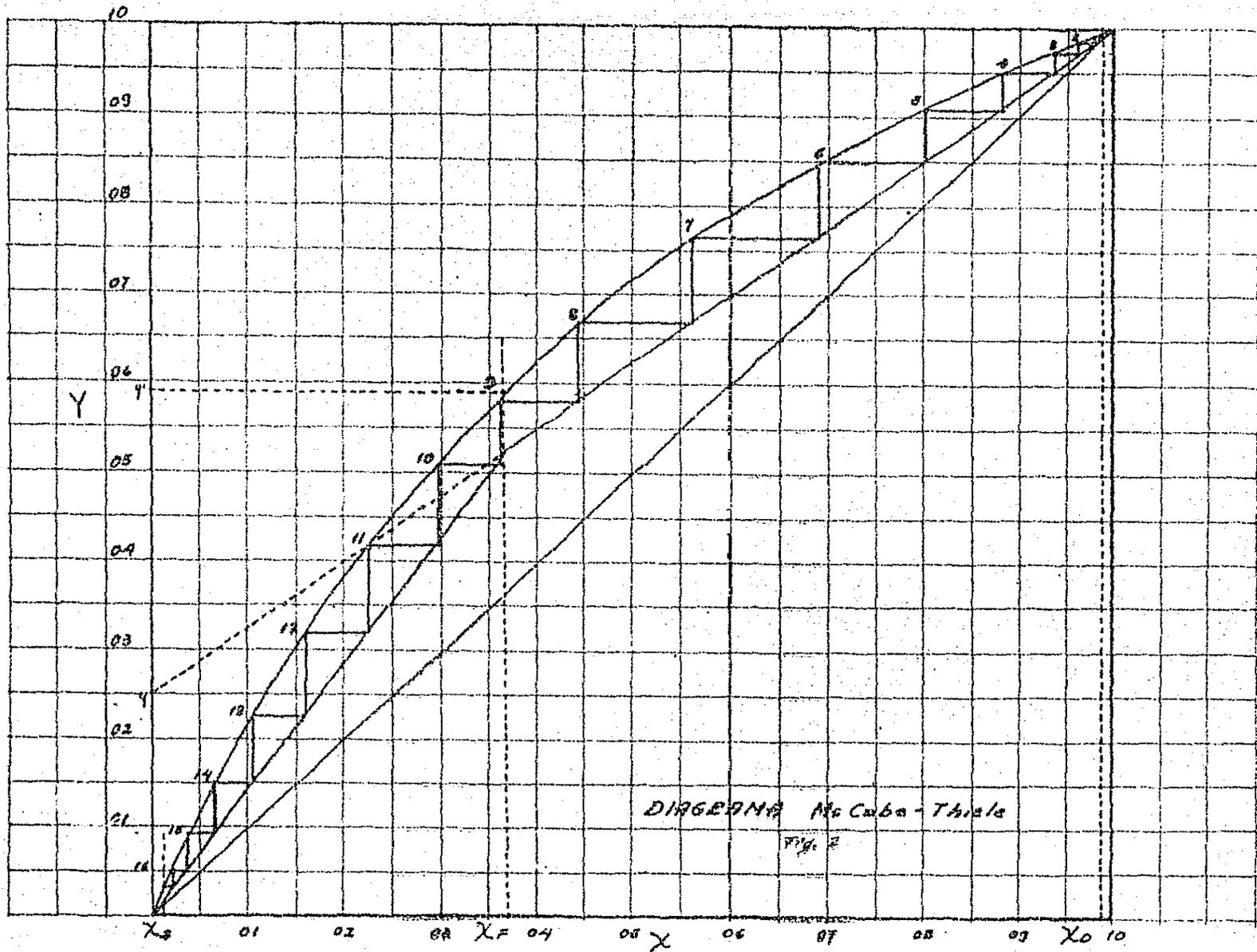


DIAGRAMA McCuba-Thiele

Fig. 2

El reflujo óptimo está en relación con las cargas fijas, costos, etc, y como dato aceptable encontrado el reflujo óptimo está entre 1.2 a 2 veces el reflujo mínimo.

Se usará un reflujo de 3.

$$y = \frac{0.99}{3 \cdot 1} = 0.247$$

De la figura 2 se puede ver que se necesitan 16 platos ideales y que la alimentación deberá ser introducida en el plato 9; considerando una eficiencia de la torre de 70 % se necesitan aproximadamente 23 platos reales.

ESTIMACION DE LAS DIMENSIONES DE LA TORRE.--

Para estimar el diámetro de la torre se usará una separación entre platos $H_t = 24$ in., ya que es la más usada para este tipo de torre.

Velocidad máxima de vapor:

$$u = \frac{K}{3600} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \dots(1)$$

ρ_L = Densidad del líquido.

ρ_V = Densidad del vapor.

H_t = Separación entre platos.

K = constante de Brown y Sounders (Nelson p. 494)

Cálculo de las densidades de vapor y líquido.

COMPONENTE	FRAC. MOL	T _c °R	P _c Psig	nT _c	nP _c
iC ₅	0.506	827	465	416	235
nC ₅	0.300	847	470	248	142
iC ₆	0.143	894	410	128	58
nC ₆	0.048	912	418	43.7	20
TOT.				835.7	455

T = Temp. de operación.	P = Presión de operación.
T _c = " crítica de un componente.	P _c = " crítica de un componente.
T _r = " reducida de un componente.	P _r = " reducida de un componente.
T _{pc} = " pseudocrítica de la mezcla.	P _{pc} = " pseudocrítica de la mezcla.
T _{pr} = " pseudoreducida de la mezcla.	P _{pr} = " pseudoreducida de la mezcla.
N = " Fracción mol.	

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad P_r = \frac{P}{P_c}$$

Para la mezcla de gases:

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \quad P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}}$$

$$T_{pc} = nT_c \quad P_{pc} = nP_c$$

$$T_{pr} = \frac{618}{835} = 0.74 \quad T = 158^{\circ}F = 618^{\circ}F$$

$$P_{pr} = \frac{25}{455} = 0.058 \quad P = 40 \text{ psia} = 25 \text{ psig}$$

$$z = 0.96 \quad (\text{Nelson p 188})$$

VOLUMEN DE LOS VAPORES DEL DOMO:

V = Vapores del domo de la torre.

R = Reflujo.

$$\frac{R}{D} = 3 \quad R = 3D$$

D = Destilado.

$$V = R + D \quad V = 3D + D = 4D$$

$$V = 586 \times 4 = 2344 \text{ mols/hr}$$

$$z = 0.96 \quad n = 2344 \text{ mols/hr} \quad R = 10.71 \text{ ft}^3\text{lb/ mol } ^{\circ}R$$

$$PV = znRT$$

$$V = \frac{0.96 \times 2344 \times 618 \times 10.71}{40} = 360,000 \text{ ft}^3\text{/hr}$$

$$= 100 \text{ ft}^3\text{/seg}$$

De los datos de la tabla III

Corriente	lbs/hr	% peso	Spgr.	ρ_x
carga	147419	0.53	0.700	0.370
reilujo	131000	0.47	0.635	0.298
total	278419	1.00		0.668

$$\rho_p = 0.668 \times 62.3 \text{ lbs/ft}^3 = 41.6 \text{ lbs/ft}^3$$

$$\rho_v = \frac{175000 \text{ lbs/hr}}{360000 \text{ ft}^3/\text{hr}} = 0.485 \text{ lbs/ft}^3$$

De la ecuación (1)

$$u_{\text{máx.}} = \frac{K}{3600} \sqrt{\frac{41.6 - 0.485}{0.485}}$$

$$= \frac{K}{3600} \sqrt{72}$$

$$K = 700 \text{ (Nelson gráfica)} = 1.8 \text{ ft/seg.}$$

Introduciendo un factor de seguridad de 25 % :

$$u_{\text{máx}} = \frac{1.80}{1.25} = 1.44 \text{ ft/seg.}$$

Diámetro de la torre:

$$A_t = \frac{100 \text{ ft}^3/\text{seg}}{1.44 \text{ ft/seg}} = 69 \text{ ft}^2$$

$$D = \frac{4 \times 69}{3.1416} = 9.4 \text{ ft} = 2.82 \text{ mts}$$

Altura de la Torre:

$$24 \text{ platos} \times 24 \text{ in} = 570 \text{ in} = 47.5 \text{ ft.}$$

$$\text{Considerando 10 ft del fondo y domo} = 57.5 \text{ ft} = 17 \text{ mts.}$$

IV.- CALCULO DEL EQUIPO AUXILIAR:

CALCULO DEL CONDENSADOR DEL DOMO.- Se calculará el condensador de los vapores de hidrocarburos que salen por el domo de la torre, considerando que a la temperatura inicial de ebullición de la mezcla se efectúa la condensación total.

Vapores del domo (de la tabla III)

Componente	lbs/hr	mols/hr	fracción mol	Spgr.
iC ₅	85000	1190	0.506	0.625
nC ₅	50900	710	0.300	0.631
iC ₆	29000	335	0.143	0.645
nC ₆	9700	112	0.048	0.660
Tot.	174600	2347	0.997	

P.M.prom. = 74.6

Spgr med. = 0.634

°A.P.I. = 91.40

Primero se hará una estimación del régimen de condensación, para lo cual se requiere conocer las temperaturas de rocío (Dew point) y la temperatura inicial de ebullición (bubble point) de la mezcla, con el objeto de saber en que punto el flujo de vapores termina de condensarse y comienza su enfriamiento.

(a) Cálculo de la temperatura de rocío:

La presión en el fondo de la torre es de 25 psig (40 psia) considerando una caída de presión de la torre de 5 psig tenemos 20 psig (35 psia) como presión en el domo.

Para calcular la temperatura de rocío partimos de la base de que se conocen las composiciones o fracciones mol de cada uno de los componentes en el líquido antes de la vaporización

o sea los valores de x_f , tomados de la tabla III. P son los valores de las presiones de vapor de los componentes y x son las fracciones mol de los componentes en el líquido residual.

Los cálculos se efectúan suponiendo temperaturas hasta que los totales de x_f y x sean iguales y aplicando las ecuaciones 35, 36, y 37 del Perry (p-586).

1er Tanteo: Suponemos una temperatura de 170°F

Componente	t°F	x_f	P_t psia	$P_t x_f$	P	$x = \frac{P_t x_f}{P}$
iC ₅	170	0.500	35	17.5	63	0.278
nC ₅	—	0.300	—	10.5	49	0.215
iC ₆	—	0.143	—	5.0	22	0.227
nC ₆	—	0.050	—	0.175	19	0.093
Tot.	—	0.997	—	—	—	0.813

2º Tanteo :

Componente	t°F	P	x	t°F	P	x
iC ₅	160	55	0.320	155	51	0.345
nC ₅	—	42	0.250	—	39	0.270
iC ₆	—	19	0.264	—	18	0.277
nC ₆	—	15	0.117	—	14	0.125
Tot.	—	—	0.955	—	—	1.017

Donde la t de rocío será aproximadamente de 158°F.

Nota: Las presiones de vapor se tomaron de la figura 1.

(b) Cálculo de la temperatura inicial de ebullición de la mezcla de vapores del domo.

Esta temperatura se obtiene también por tanteos hasta que la suma de las presiones de vapor parciales sea igual a la presión total.

Componente	t ^o F	x _f	P	Px _f	P _t	t ^o F	P	Px _f
iC ₅	150	0.50	47	23.5	35	145	44	22.0
nC ₅	---	0.30	36	10.8	---	---	34	10.2
iC ₆	---	0.143	17	2.4	---	---	16	2.3
nC ₆	---	0.050	13	0.65	---	---	11	0.55
Tot.	---	---	---	37.35	---	---	---	35.05

De donde tenemos que 145^oF es la temperatura inicial de ebullición de la mezcla. Por lo tanto el régimen de condensación estará comprendido entre 158 - 145 ^oF.

(c) Calor que se debe quitar en el condensador:

$$Q = W\lambda + W C_p (t_c - t_d)$$

t_c = Temperatura de condensación.

t_d = Temperatura del destilado en el acumulador.

λ = Calor latente de vaporización de la mezcla.

W = Masa de los vapores del domo.

C_p = Valor específico a la t media.

El acumulador de reflujo trabaja a una presión de 15 psig y a esa presión se puede tener una temperatura del destilado en el acumulador de 120^oF.

Estimación del calor específico medio de la mezcla:

$$t_{media} = \frac{158 + 120}{2} = 140 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Componente	t ^o F	C _p [*] Btu/lb ^o F	x _f	C _p x _f
iC ₅	140	0.58	0.500	0.290
nC ₅	---	0.58	0.300	0.174
iC ₆	---	0.56	0.143	0.080
nC ₆	---	0.56	0.050	0.028
Tot.	---	---	---	0.572

C_p^{*} = Leído en tablas del Kern p - 806

Estimación del calor latente de vaporización de la mezcla a la temperatura de 158°F.

Componente	t ^o F	λ Btu/lb	t _c	t _c -t	x	λx
iC ₅	158	128	370	212	0.345	44.0
nC ₅	---	130	386	228	0.270	35.2
iC ₆	---	135	446	288	0.277	37.5
nC ₆	---	137	456	298	0.127	17.2
						133.9

* Valores tomados del Kern p. 815

λ de la mezcla 134 Btu/lb.

Valor que checa aproximadamente con una gráfica de calores latentes de vaporización del Nelson p. 176.

Calor que se debe quitar en el condensador:

$$W = 174,600 \text{ lb/hr.} \quad Q = 174600 \times 134 \neq 174600 \times 0.57 \times 38$$

$$\lambda = 134 \text{ Btu/lb.} \quad = 23.4 \times 10^6 \neq 3.76 \times 10^6$$

$$C_p = 0.572 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \quad = 27.1 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$$

$$t_c = 158 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_d = 120 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo de la masa de agua requerida en el condensador:

$$Q = M_a C_p (t_2 - t_1)$$

M_a = Masa de agua requerida.

C_p = Calor específico del agua = 1 Btu/lb ^oF Kern p. 804.

Se dispone de una agua de enfriamiento de 80-120°F.

$$t_2 - t_1 = 40^\circ\text{F.}$$

$$M_a = \frac{27.1 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}}{1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \times 40^\circ\text{F}} = 6.8 \times 10^5 \text{ lbs/hr}$$

$$M_a = 680,000 \text{ lbs/hr.}$$

Dimensiones del condensador:

$$Q = U A \Delta t_m = 27.1 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

t ^o F L.C.	t ^o F L.F.	
158	120	Δt ₁ = 38
120	80	Δt ₂ = 40

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{40 - 38}{2.3 \log 1.05} = 37$$

Tomando un valor aproximado de U = 100 Btu/hr ft² °F
de datos de coeficientes de transmisión de calor Perry p. 481

A = Area total de transmisión de calor

$$A = \frac{67.1 \times 10^6 \text{ Btu/hr}}{100 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F} \times 38 \text{ °F}} = 7150 \text{ ft}^2$$

Considerando que se utilicen tubos de 3/4 in de diámetro 14 BWG
y 20 ft de longitud :

$$\text{Nº de tubos} = \frac{7150 \text{ ft}^2}{0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 20 \text{ ft}} = 1800$$

CALCULO DEL ACUMULADOR DE REFLUJO.-

Reflujo = 131640 lb/hr/

Producto = 43880 "

175520 " 91.4°API 8pgr = 0.6345

$$\text{Gasto} = \frac{175520 \text{ lbs/hr}}{0.6345 \times 62.3 \text{ lb/ft}^3} = 4400 \text{ ft}^3/\text{hr} = 73.2 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

$$= 2060 \text{ lts/min.}$$

Tomando en cuenta que el tiempo de duración es de 20 min en -
el acumulador :

Capacidad del acumulador = 41200 lts.

De acuerdo con las condiciones de operación los acumula-
dores trabajan normalmente a 3/4 de su capacidad y le damos --
un margen de seguridad de 25 %

Capacidad = 41200 x 1.25 = 51500 lts.

Fijamos un diámetro del acumulador de 2.5 mts.

V_a = Volúmen del acumulador.

L = Longitud del acumulador.

$$V_a = 0.785 \times 2.5^2 \text{ mts}^2 \times L = 51.50 \text{ mts}^3$$

$$L = \frac{51.50}{4.90} = 10.2 \text{ mts.}$$

Dimensiones del acumulador:

Diámetro = 2.5 mts.

Longitud = 10.5 mts.

CALCULO DEL ENFRIADOR DEL PRODUCTO DEL DOMO DE LA TORRE

$$Q = W C_p (t_2 - t_1)$$

W = Masa en lbs/hr del producto = 43880

C_p^* = Calor específico del producto a la t media = 0.55

t_2 = Temperatura en el acumulador = 120 °F

t_1 = " requerida = 100 °F.

C_p^* = Leído en tablas Nelson

$$Q = 43880 \times 0.55 \times 20 = 0.48 \times 10^6 = 480000 \text{ Btu/hr.}$$

Cálculo de la masa de agua requerida:

$$Q = m_a C_p (t_2 - t_1)$$

Temperatura del agua de enfriamiento 80-120 °F

$$m_a = \frac{0.48 \times 10^6}{40} = 1.20 \times 10^4 = 12000 \text{ lbs/hr.}$$

Dimensiones del enfriador:

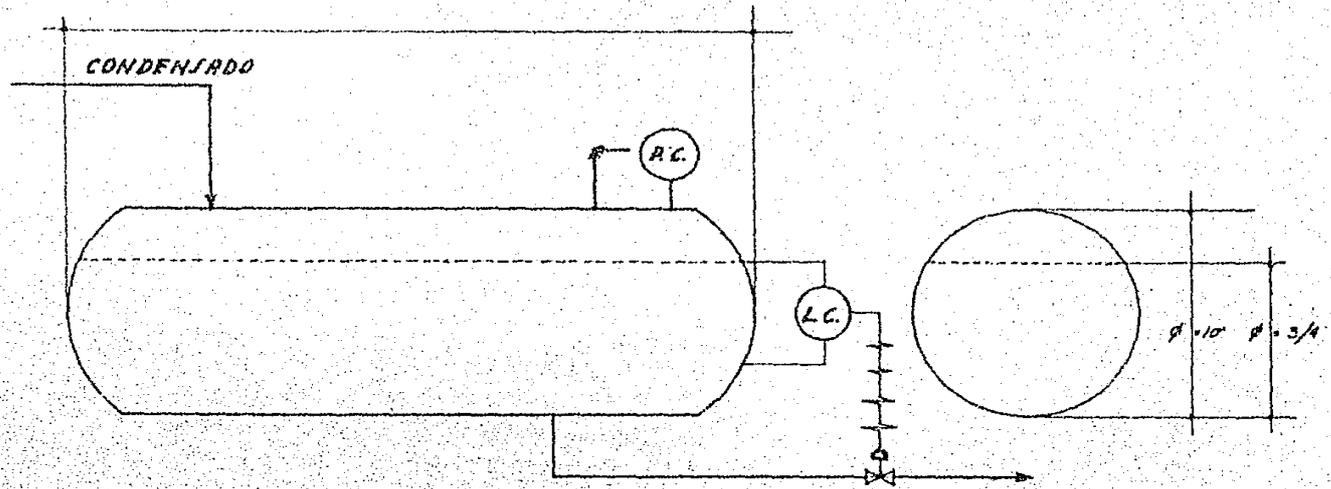
$$Q = U A \Delta t_m$$

$$\Delta t_m = 28.8 \text{ °F}$$

U = 53 Btu/hr ft²°F valor aproximado tomado del Perry

$$A = \frac{48 \times 10^4}{53 \times 28.8} = 315 \text{ ft}^2.$$

Considerando que se utilicen tubos de 3/4 in 14 BWG y 20 ft de longitud.



MATIC	E. N. C. Q.
	ACUMULADOR DE REFLUJO
	TÉCNICO PROFESIONAL
	JOSE G. GUTIERREZ BAUXA
	1962

$$N^{\circ} \text{ de tubos} = \frac{315}{0.1963 \times 20} = 80$$

Cálculo de la temperatura del fondo de la torre:

Cálculo de la temperatura del fondo de la Torre:

Se harán los cálculos considerando que el líquido del fondo sale a su temperatura inicial de ebullición.

Componente	x_f	$t^{\circ}F$	P_t	P	Px_f
1C ₆	0.0384	270	40	97	3.80
nC ₆	0.1340	---	---	76	10.20
MCP	0.0690	---	---	65	4.50
CH	0.0815	---	---	54	4.40
B	0.0295	---	---	52	1.54
C ₇	0.3810	---	---	38	14.60
C ₈	0.2723	---	---	18	4.90
Tot.					43.94

2º y 3er Tanteos:

Componente	$t^{\circ}F$	P	Px_f	$t^{\circ}F$	P	Px_f
1C ₆	260	85	2.90	265	91	3.49
nC ₆	---	67	9.00	---	72	9.60
MCP	---	58	4.00	---	62	4.25
CH	---	45	3.63	---	49	3.96
B	---	43	1.25	---	47	1.38
C ₇	---	32	12.20	---	33	12.60
C ₈	---	16	4.35	---	17	4.60
Tot.			36.35			39.38

La temperatura de 265^oF es la que checka ya que la presión del fondo de la torre es de 40 Psia. Los datos de x_f se tomaron de la tabla III y las presiones de vapor de la figura 1.

Cálculo de la temperatura inicial de ebullición de la alimentación a la presión de 38 psia,

Componente	x_f	t °F	P psia	Px_f	P_t psia
1C ₅	0.18	200	99	17.9	38
nC ₅	0.10	---	74	7.4	---
1C ₆	0.07	---	36	2.5	---
nC ₆	0.10	---	30	3.0	---
MCP	0.04	---	26	1.4	---
CH	0.05	---	22	1.1	---
B	0.02	---	20	0.4	---
C ₇	0.24	---	12	2.9	---
C ₈	0.16	---	5	0.8	---
C ₉	0.01	---	3	0.03	---
				38.400	38.00

La t inicial de ebullición es de 200 °F.

CALCULO DE LA BOMBA DE REFLUJO Y SALIDA DEL DESTILADO:

Se calcularán las potencias de las bombas a partir de la ecuación de Bernoulli, en la práctica se expresan tanto las presiones como las cantidades de energía en función de la altura o head potencial del fluido que va a bombearse, ya que toda presión ejercida por un fluido puede considerarse como generada por una columna del fluido, de la altura suficiente para que su peso produzca la presión en cuestión expresada en

$$\frac{U_1^2}{2J} + Z_1 + \frac{P_1}{\rho} + \int_1^2 PdV + W = Z_2 + \frac{P_2}{\rho} + \frac{U_2^2}{2J} + \Delta F_f$$

ΔF_f = Pérdidas por fricción, expansión, contracción, etc.

Para el sistema considerado, las pérdidas debidas al trabajo de expansión y energía cinética son despreciables, y como consideramos que la densidad no cambia tenemos:

$$W = (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Delta F_f$$

Gasto = 175,520 lbs/hr.

$\rho_{API} = 91.4$ Spgr. 60/60 $^{\circ}F = 0.6345$

$t = 120^{\circ}F$ Spgr $_{120^{\circ}F} = 0.60$ $\rho = 37 \text{ lbs/ft}^3$

Diámetros económicos: Perry p. 386: 6 in ced. 40 en la línea de succión y 4 in ced. 40 en la de descarga.

Gasto en volumen = $\frac{175520}{0.60 \times 8.32} = 32,000 \text{ gal/hr}$
 $= 535 \text{ gal/min.}$

Gasto para escoger la bomba:

$535 / (0.10 \times 535) = 588 \text{ gal/min.} = 1.32 \text{ ft}^3/\text{seg.}$

A interior = 0.20 ft^2

$v = \frac{G}{A} = \frac{1.32}{0.20} = 6.6 \text{ ft/seg.}$ viscosidad $_{120^{\circ}F} = 0.18 \text{ cp.}$

Altura de la Torre 57 ft.

Longitud de la tubería disponible para la línea de refluj

jo 80 ft.

$$\Delta F_1 = \frac{2fLv^2}{gD} \quad f = (Re)$$

$$Re = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0.050 \times 6.6 \times 0.60 \times 62.3}{0.188 \times 0.000674} = 9.70 \times 10^5$$

$$\text{Diámetro } 6 \text{ in } \frac{D}{12} = 0.0003$$

$$f = 0.015$$

$$\Delta F_1 = \frac{2 \times 0.015 \times 80 \times 6.6^2}{32.2 \times 0.50} = 6.45 \text{ ft } \bar{\text{lb}}/\text{lb}$$

$\Delta F_2 =$ de la válvula automática = 60 psig (dato del diseño)

$$= \frac{60 \text{ lbs/in}^2 \times 144 \text{ in}^2}{0.60 \times 62.3 \text{ lb/ft}^3 \times \text{ft}^2} = 234 \text{ ft } \bar{\text{lb}}/\text{lb.}$$

$\Delta F_3 =$ del enfriador = 10 psig = 39 ft $\bar{\text{lb}}/\text{lb}$

$$\Delta F_f = \Delta F_1 + \Delta F_2 + \Delta F_3 = 280 \text{ ft } \bar{\text{lb}}/\text{lb}$$

$$Z_2 - Z_1 = 50 \text{ ft } \bar{\text{lb}}/\text{lb.}$$

Considerando la presión de descarga como 20 psig = P_2 .

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho} = \frac{20 - 15}{37} \times 144 = 19.4 \text{ ft } \overline{\text{lb}}/\text{lb.}$$

Aplicamos la ecuación(2).

$$W = 280 \text{ } \wedge \text{ } 50 \text{ } \wedge \text{ } 19 = 349 \text{ ft } \overline{\text{lb}}/\text{lb}$$

$$\text{HP}_{\text{hidr.}} = \frac{175520 \times 349}{3600 \times 550} = 30$$

Considerando una eficiencia de 80 % :

$$\text{HP}_{\text{al freno.}} = \frac{30}{0.8} = 38 \text{ HP.}$$

CALCULO DE LA BOMBA DE RECIRCULACION DE FONDOS

Gasto = 403060 lbs/1hr.

$$\text{API} = 68 \text{ Spgr. } 60/60_{\text{OF}} = 0.71$$

$$t = 265^{\text{OF}} \text{ Spgr. } 120_{\text{OF}} = 0.59 \quad \rho = 37 \text{ lbs/ft}^3$$

Diámetros: 8 in ced. 40 en la línea de succión y 6in --
ced 40 en la línea de descarga.

$$\text{Densidad lbs/gal} = \text{spgr} \times 8.32$$

$$\text{Gasto volumétrico} = \frac{403060}{0.60 \times 8328} = 78,000 \text{ gal/hr}$$

$$= 1300 \text{ gal/min.}$$

Gasto para escoger la bomba:

$$G_v = 1300 \text{ } \wedge \text{ } (0.1 \times 1300) = 1430 \text{ G.P.M.} = 3.2 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

Perdidas por fricción en la línea de descarga : ΔF_1

Longitud de la tubería 20 ft

$$A_{\text{int.}} = 0.20 \text{ ft}^2 \quad \text{Tablas Brown.}$$

$$v = \frac{G}{A} = \frac{3.20}{0.20} = 16 \text{ ft/seg.}$$

Viscosidad en centipoises a 265 = 0.160 (Gráfica Nelson)

$$Re = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0.50 \times 16 \times 37}{0.16 \times 0.000067} = .2.75 \times 10^6$$

$$D = 6 \text{ in.} \quad \frac{E}{D} = 0.0003 \quad f = 0.016$$

$$f = f(Re)$$

$$\Delta F_1 = \frac{2 f L v^2}{g D} = \frac{2 \times 0.016 \times 20 \times 16^2}{32.2 \times 0.50} = 10 \text{ ft. } \overline{\text{lb}} / \text{lb}$$

Pérdidas por fricción en la línea de succión:

$$D = 8 \text{ in. } \text{cod. } 40 \quad L = 10 \text{ ft.}$$

$$v = \frac{3.20}{0.35} = 9.1 \text{ ft/seg.} \quad D_{\text{int.}} = 7.98 \text{ in. } A = 0.35 \text{ ft}^2$$

$$Re = \frac{0.66 \times 9.1 \times 37}{0.16 \times 6.74} \times 10^4 = 2.05 \times 10^6$$

$$\frac{E}{D} = 0.0148 \quad \Delta F_2 = \frac{2 \times 0.0148 \times 9.1^2 \times 10}{32.3 \times 0.66} = 1.23 \text{ ft} \overline{\text{lb}} / \text{lb}$$

Consideramos $Z_2 = Z_1$ y que la P_2 sea de 25 psig.

$$\Delta F_3 = \text{Del recalentador } 40 \text{ psig (dato)} = 150 \text{ ft } \overline{\text{lb}} / \text{lb}$$

$$\Delta F_4 = \text{De la válvula automática} = 50 \text{ psig.} = 180 \text{ ft} \overline{\text{lb}} / \text{lb}$$

$$\Delta F_5 = \text{Cambiador y medidor de flujo} = 13 \text{ psig} = 48 \text{ ft } \overline{\text{lb}} / \text{lb}$$

$$\Delta F_f = 390 \text{ ft } \overline{\text{lb}} / \text{lb}$$

$$W_{\text{hidr.}} = \frac{403,060 \times 390}{3600 \times 550} = 80 \text{ HP}$$

Considerando una eficiencia de 80 %

Pot. al freno = 100 HP.

CALCULO DE LA CANTIDAD DE CALOR QUE DEBE DAR EL CALENTA-

DOR DE FONDOS. - Considerando una evaporación de 50% (dato de diseño) y que para mantener la temperatura del fondo de la torre deberá entrar más caliente se tienen 280°F.

$$Q = W \times \lambda \times 0.50 + W C_p (t_2 - t_1)$$

$$W = \text{Masa que entra al calentador} = 3000,000 \text{ lbs/hr.}$$

$$\lambda = \text{Calor lat. de vaporización a } 280^\circ\text{F} = 114 \text{ Btu/lb}$$

$$t_1 = \text{Temperatura de salida de la torre} = 265^\circ\text{F}$$

$$t_2 = \text{Temperatura requerida} = 280^\circ\text{F}$$

$$C_p = \text{Calor específico a } t \text{ media } 0.62 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$Q = 300 \times 10^3 \times 114 \times 0.50 / 300 \times 10^3 \times 0.62 \times 15$$

$$= 17.2 \times 10^6 / 2.8 \times 10^6 = 20.0 \times 10^6$$

CALCULO DEL CAMBIADOR DE LA CARGA CONTRA FONDOS.-

$$Q = W C_p (t_2 - t_1) = W' C'_p (t'_2 - t'_1)$$

W = Masa de la carga = 147419 lbs/hr.

C_p = Calor específico de la garga = 0.56 Btu/lb°F a 160°F

t₂ = 200°F requerida °API = 71 Spgr 60/60°F = 0.698

t₁ = 120°F de entrada Spgr 120°F = 0.65

t'₂ = 265°F de salida de la torre

$$Q = 147.419 \times 10^3 \times 0.56 \times 80 = 6.6 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

$$t'_1 = t'_2 - \frac{Q}{W' C'_p} = 265 - 112 = 153^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_m$$

°F L.C.	°F L.F.	
265	200	$\Delta t_2 = 65^\circ\text{F}$
153	120	$\Delta t_1 = 33^\circ\text{F}$

$$\Delta t_m = \frac{65 - 33}{2.3 \log \frac{65}{33}} = 48^\circ\text{F}$$

DIMENSIONES DEL CAMBIADOR.-

$$Q = U A \Delta t_m$$

U = 57 Btu/hr ft² °F valor aproximado (Kern)

$$A = \frac{6.6 \times 10^6 \text{ Btu/hr}}{57 \text{ Btu/hrft}^2 \times 48^\circ\text{F}} = 2420 \text{ ft}^2$$

Considerando que se utilicen tubos de 3/4 in Ø 14 BWG -
y 20 ft de longitud :

$$\text{N}^\circ \text{ de tubos} = \frac{2420}{0.1963 \times 20} = 610$$

V.- ESTIMACION DE COSTOS

Costo físico del equipo.

Torre fraccionadora.	\$ 1,120,000.00	M. N.
Acumulador de reflujo.	\$ 275,000.00	"
Condensador.	\$ 188,000.00	"
Recalentador de fondos.	\$ 450,000.00	"
Cambiador de carga contra fondos.	\$ 72,000.00	"
Bomba de reflujo.	\$ 37,500.00	"
Bomba recirculación de fondos.	\$ 135,000.00	"
Enfriador del domo.	\$ <u>20,000.00</u>	"
	2,297,500.00	
Tubería : 30 % del costo del equipo:	\$ 685,000.00	"
Instrumentación: Considerandola como el 30 % del costo del -- equipo :	\$ 685,000.00	"
Costo total del equipo :	\$ 3,661,500.00	"
Costo de instalación : 25 % del costo físico:	\$ 900,000.00	"
Capital fijo = Costo físico + Costo de instalación:	\$ 4,561,000.00	"

Las fuentes de información fueron tomadas del "Chemical Engineering Cost Estimation" y "Estimation" Oil and gas Journal.

VI.- CONCLUSIONES.

La planta de reformación catalítica BTX necesita la torre fraccionadora de prebenceno para seleccionar la carga que va a entrar a los reactores ya que los materiales de puntos de ebullición abajo de 150°F no se incluyen en la carga a esas reformaciones debido a que tienen un número de octano relativamente alto y además porque contienen una cantidad despreciable de hidrocarburos que puedan ser transformados a aromáticos. El producto separado por el domo de la torre se podrá aprovechar en la preparación de mezclas con otras gasolinas de la refinería para mejorar la calidad de las mismas. Por otra parte los materiales de puntos de ebullición arriba de 320 °F tampoco son incluidos en las reformaciones ya que provocan grandes deposiciones de coke sobre el catalizador causándole una desactivación rápida.

Así, la torre de prebenceno es el primer paso de la planta de reformación BTX y su instalación y precio quedan justificados ya que forman solo una parte de dicha planta.

VII. BIBLIOGRAFIA

- Elements of Fractional Distillation. Robinson C.E. and Gilliland
Mc Graw Hill
Fourth Edition 1950
- Chemical Engineering Hand Book. J. H. Perry
Mc Graw Hill Book Co. Inc.
New York 1950
- Process Heat Transfer. D.Q. Kern
Mc Graw Hill Book Co. Inc.
New York - Toronto- London
1950
- Unit Operations of Chemical Engineering. McCabe and Smith
Mc Graw Hill Book Co Inc.
New York-Toronto- London
1956
- Unit Operations. Brown G.G.
John Wiley and Sons Inc.
1950
- Advances in Petroleum Chemistry and Refining. Keneth A. Kobe and JJ^{*}
Mcketta
Interscience Publishers
New York - 1962.
Volume IV.
- Hand Book of Solvents Pure Hydrocarbons Reinhold Publishing Corporation.
Volume I
- Chemical Engineering Cost Estimation Aries and Newton
Mac Graw Hill
1955
- Refinering Catalog Petroleum Refiner
Mayo - 1950
- Oil and Gas Journal. Pumps
A Manual Journal
- Petroleum ReFinery Engineering. W.L. Nelson
Mac Graw Hill Book Co. Inc
New York-Toronto-London
Fourth Edition
1958